

ECHANGEUR DE CHALEUR A LIT FLUIDISE ADAPTE AU STOCKAGE THERMIQUE SAISONNIER EN AQUIFERE

S. Germano et D. Favrat
Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne
Département de Mécanique
Laboratoire d'Energétique Industrielle
CH - 1015 Lausanne

1. INTRODUCTION

Le site SPEOS-Dorigny de stockage saisonnier de chaleur en aquifère près de l'EPF-Lausanne, avec un volume de stock de l'ordre de $100'000 \text{ m}^3$, est sur le plan mondial un des rares sites d'envergure permettant d'étudier les techniques de stockage saisonnier de rejets thermiques d'origine industrielle ou solaire. Le concept SPEOS consiste à chauffer en été l'eau d'une nappe dite froide en la rejetant dans une nappe chaude plus profonde (mode charge). L'inversion des flux en hiver permet de récupérer l'énergie stockée à des fins de chauffage (mode décharge). Un des objectifs du projet actuel est d'élever la température de charge à 80°C avec le défi lié aux problèmes aigus d'entartrage dans ce domaine de température [1]. Le Laboratoire d'énergétique industrielle s'est joint en 1989 à l'équipe pluridisciplinaire en charge du projet en proposant l'introduction d'un échangeur à lit fluidisé. Cette solution avait pour but principal de limiter au strict minimum, voire d'éliminer l'usage de produits chimiques (acide ou base) en période de charge tout en augmentant la fiabilité de l'installation.

2. TECHNIQUE DES ECHANGEURS A LIT FLUIDISE

Le concept d'échangeurs à lit fluidisé a déjà fait l'objet de plusieurs réalisations notamment dans le domaine de la géothermie. Le principe du lit fluidisé consiste à maintenir des particules en suspension dans l'écoulement, avec pour avantages dans le cas présent :

- d'induire une action de chocs et de grattage des surfaces chauffées en déstabilisant ainsi l'adhésion des dépôts en cours de formation ;
- de permettre un concassage naturel des plaques de calcaire se détachant des surfaces métalliques ;
- de provoquer une perturbation perpétuelle de la couche limite le long des surfaces chauffées ;
- d'assurer une homogénéisation de la température sur l'ensemble de l'écoulement.

Le principal inconvénient de ce type de technique est la relative sensibilité aux variations de débits.

3. DESCRIPTION DE L'ECHANGEUR

L'échangeur principal (fig.1) est de type eau-eau tubulaire à contre-courant disposé verticalement, de 4,5m de hauteur hors tout. La virole en acier inoxydable de 250 mm de diamètre comporte des hublots de manière à pouvoir observer le comportement du lit fluidisé et l'évolution des dépôts de calcaire. L'eau du circuit chauffant circule à l'intérieur de 74 tubes de 12 mm de diamètre extérieur et de 1 mm d'épaisseur de paroi, en acier

inoxydable, disposés en triangle avec un entre-axe équivalent à deux fois le diamètre. Le distributeur consiste en une plaque perforée, disposée à la base des tubes de manière à retenir les particules (à l'arrêt) et à homogénéiser la vitesse de l'écoulement à travers la section de l'échangeur. L'eau chauffée circule de bas en haut et entraîne les particules solides jusqu'à une position d'équilibre.

Un évasement de la virole permet d'éviter l'entraînement intempestif des particules tout en assurant le recouvrement des tubes par le lit dans une plage de débit satisfaisante. Un séparateur de type cyclone est installé en aval pour récupérer les résidus de plaques de calcaire et prévenir d'éventuels débordements.

Au terme d'essais réalisés sur un prototype transparent de 100 kW (fig.1), décision a été prise d'utiliser des grains de sable de 2 mm de diamètre comme particules en suspension.

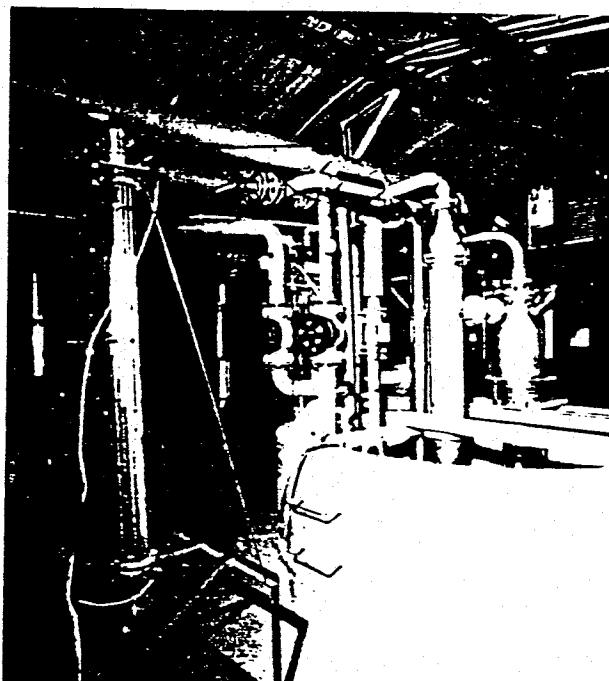


Fig.1 Vue du site de stockage avec l'échangeur prototype et l'échangeur principal.

4. ETUDE DE LA FLUIDISATION

Le dimensionnement de l'échangeur principal d'une puissance maximale de 1 MW a été établi sur la base d'essais sur prototype et comparés avec les équations de Richardson et Zaki [2] et de Riba et Couderc [3].

La première de ces équations correspond à :

$$V_0 = V_t 10^{-Dp/Dt} \varepsilon^m$$

valable pour une colonne simple sans faisceau de tubes, où ε représente le taux de vide, Dp le diamètre des particules, Dt le diamètre des tubes, V_t la vitesse terminale et V_0 la vitesse effective. V_t correspond à la vitesse nécessaire à l'écoulement pour maintenir une particule en suspension dans un milieu infini, en utilisant le bilan des forces agissant sur la particule (force de traînée, poussée d'Archimède et poids de la particule).

L'équation de Riba et Couderc correspond à :

$$\varepsilon = 1,58 Re^{0.33} Ga^{-0.21} Mv^{-0.22}$$

où Re : nombre de Reynolds ($Dp V \rho / \mu$)

Ga : nombre de Galilée ($Dp^3 \rho_1^2 g / \mu^2$)

Mv : nombre de masse volumique ($(\rho_p - \rho_1) / \rho_1$)

Ces deux équations donnent des écarts de $\pm 10\%$ par rapport à nos essais de fluidisation sur prototype avec lit de billes en verre de différents diamètres.

5. ETUDE DU TRANSFERT DE CHALEUR

L'équation généralement adoptée pour définir le coefficient de transfert-chaaleur en présence d'un lit fluidisé à la forme suivante :

$$Nu = a Re^b Pr^c \varepsilon^d (1 - \varepsilon)^e (Dp/Dt)^f$$

La constante (a) et les exposants (b, c, d, e, f) sont déterminés empiriquement et leur valeur semble être très sensible à la configuration spécifique de chaque échangeur.

De ce fait, les valeurs proposées par certains auteurs ne seront pas toujours utilisables si la configuration de l'échangeur n'est pas similaire à celle pour laquelle ces valeurs ont été déterminées.

Les mesures ont montré (fig.2) que le coefficient de transfert de chaleur côté lit fluidisé augmente fortement (plus du double) par rapport à un fonctionnement à même vitesse sans lit fluidisé, permettant ainsi de compenser en partie le fait de devoir travailler à de faibles débits.

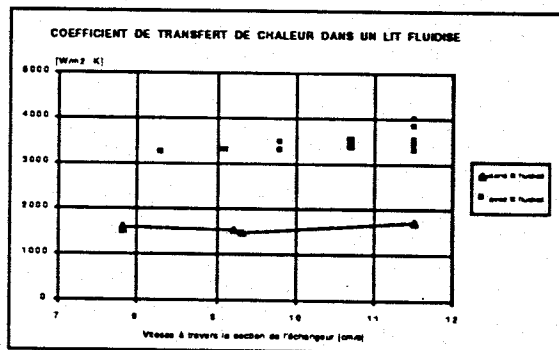


Fig. 2 Coefficient de transfert-chaaleur en fonction de la vitesse de l'écoulement.

Sur la base d'une erreur moyenne de l'ordre de $\pm 10\%$, nos essais conduisent à l'équation suivante :

$$Nu = 0,95 Re^{0.535} Pr^{1/3} \varepsilon^{0.535} (1 - \varepsilon)^{0.465} (Dp/Dt)^{0.2}$$

A titre indicatif, Allen et Grimmer [4] proposent la même formulation, mais avec une valeur pour " a " de 1,82 au lieu de 0,95. Notons que l'entre-axe de leurs tubes est de 1,5 alors que le notre est de 2.

Cette formulation pourrait être améliorée en tenant compte de l'écartement des tubes dans l'échangeur.

6. DEPOTS

Les premiers essais sur prototype visaient, entre autre, à contrôler la croissance de dépôts sur les grains eux-mêmes ce qui aurait éventuellement permis d'extraire une partie du calcaire par renouvellement du lit. Les essais effectués avec différents matériaux n'ont cependant pas permis de mettre en évidence l'existence de dépôts significatifs. La tendance générale est plutôt à l'usure qui peut être très rapide lorsque les grains sont eux-mêmes composés de calcaire.

Après une année de fonctionnement in situ, l'échangeur à lit fluidisé a montré que le taux de déposition du calcaire sur les tubes avait fortement diminué par rapport aux essais effectués auparavant avec des échangeurs conventionnels.

Des problèmes d'entartrage subsistent cependant en aval de l'échangeur sans toutefois conduire à une obstruction trop importante des drains.

7. CONCLUSIONS

L'échangeur à lit fluidisé proposé sur le site SPEOS a permis de considérablement réduire les problèmes d'entartrage. La première année de mise en service a déjà permis d'atteindre un record de charge sans adjonction substantielle d'agents chimiques. Les analyses complémentaires en cours permettront de mieux cerner les modèles de dimensionnement et les bilans énergétiques.

Bibliographie

- [1] Saugy B., Miserez J.-J., and Matthey B., "Rapport final SPEOS 2^e étape", Rapport N703.293, octobre (1989).
- [2] Richardson J.F. and Zaki W.N., "Sedimentation and fluidisation : Part I", Trans. Instn. of Chemical Engineers, 32, pp. 35-53, (1954).
- [3] Riba J.P., and Couderc J.P., "Expansion de couches fluidisées par des liquides", The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol.55, pp.118-121, (1977).
- [4] Allen C.A., and Grimmer E.S., "Liquid - fluidized - bed heat exchanger design parameters", Department of Energy, Allied Chemical Corporation, pp. 40, April (1978).

ECHANGEUR DE CHALEUR A LIT FLUIDISE ADAPTE AU STOCKAGE THERMIQUE SAISONNIER EN AQUIFERE *

S. Germano et D. Favrat

Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne - Département de Mécanique
Laboratoire d'Energétique Industrielle
CH - 1015 Lausanne

* Projet financé par l'Office Fédéral Suisse de l'Energie

1. INTRODUCTION

Le site SPEOS-Dorigny de stockage saisonnier de chaleur en aquifère près de l'EPF-Lausanne, avec un volume de stock de l'ordre de $100'000 \text{ m}^3$, est sur le plan mondial un des rares sites d'envergure permettant d'étudier les techniques de stockage saisonnier de rejets thermiques d'origine industrielle ou solaire. Le concept SPEOS consiste à chauffer en été l'eau d'une nappe dite froide en la rejetant dans une nappe chaude plus profonde (mode charge). L'inversion des flux en hiver permet de récupérer l'énergie stockée à des fins de chauffage (mode décharge). Un des objectifs du projet actuel est d'élever la température de charge à 80°C avec le défi lié aux problèmes aigus d'entartrage dans ce domaine de température [1]. Le Laboratoire d'énergétique industrielle s'est joint en 1989 à l'équipe pluridisciplinaire en charge du projet en proposant l'introduction d'un échangeur à lit fluidisé. Cette solution avait pour but principal de limiter au strict minimum, voire d'éliminer l'usage de produits chimiques (acide ou base) en période de charge tout en augmentant la fiabilité de l'installation.

2. TECHNIQUE DES ECHANGEURS A LIT FLUIDISE

Le concept d'échangeurs à lit fluidisé a déjà fait l'objet de plusieurs réalisations notamment dans le domaine de la géothermie. Le principe du lit fluidisé consiste à maintenir des particules en suspension dans l'écoulement, avec pour avantages dans le cas présent :

- d'induire une action de chocs et de grattage des surfaces chauffées en déstabilisant ainsi l'adhésion des dépôts en cours de formation ;
- de permettre un concassage naturel des plaques de calcaire se détachant des surfaces métalliques ;
- de provoquer une perturbation perpétuelle de la couche limite le long des surfaces chauffées ;
- d'assurer une homogénéisation de la température sur l'ensemble de l'écoulement.

Le principal inconvénient de ce type de technique est la relative sensibilité aux variations de débits.

3. DESCRIPTION DE L'ECHANGEUR

L'échangeur principal (fig.1) est de type eau-eau tubulaire à contre-courant disposé verticalement, de 4,5m de hauteur hors tout. La virole en acier inoxydable de 250 mm de diamètre comporte des hublots de manière à pouvoir observer le comportement du lit fluidisé et l'évolution des dépôts de calcaire. L'eau du circuit chauffant circule à l'intérieur de 74 tubes de 12 mm de diamètre extérieur et de 1 mm d'épaisseur de paroi, en acier inoxydable, disposés en triangle avec un entre-axe équivalent à deux fois le diamètre. Le distributeur consiste

manière à retenir les particules (à l'arrêt) et à homogénéiser la vitesse de l'écoulement à travers la section de l'échangeur. L'eau chauffée circule de bas en haut et entraîne les particules solides jusqu'à une position d'équilibre.

Un évasement de la virole permet d'éviter l'entraînement intempestif des particules tout en assurant le recouvrement des tubes par le lit dans une plage de débit satisfaisante. Un séparateur de type cyclone est installé en aval pour récupérer les résidus de plaques de calcaire et prévenir d'éventuels débordements.

Au terme d'essais réalisés sur un prototype transparent de 100 kW (fig.1), décision a été prise d'utiliser des grains de sable de 2 mm de diamètre comme particules en suspension.

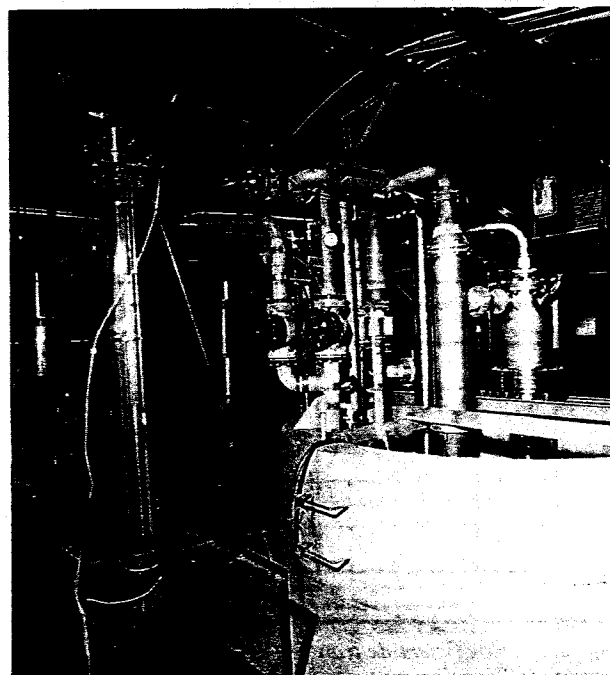


Fig.1 Vue du site de stockage avec l'échangeur prototype et l'échangeur principal.

4. ETUDE DE LA FLUIDISATION

Le dimensionnement de l'échangeur principal d'une puissance maximale de 1 MW a été établi sur la base d'essais sur prototype et comparés avec les équations de Richardson et Zaki [2] et de Riba et Couderc [3].

La première de ces équations correspond à :

$$V_0 = V_t 10^{-D_p/D_t} e^m$$

valable pour une colonne simple sans faisceau de tubes, où ϵ représente le taux de vide, D_p le diamètre des particules, D_t le diamètre des tubes, V_t la vitesse termi-

nécessaire à l'écoulement pour maintenir une particule en suspension dans un milieu infini, en utilisant le bilan des forces agissant sur la particule (force de traînée, poussée d'Archimède et poids de la particule).

L'équation de Riba et Couderc correspond à :

$$\varepsilon = 1,58 Re^{0.33} Ga^{-0.21} Mv^{-0.22}$$

où Re : nombre de Reynolds ($Dp V \rho / \mu$)
 Ga : nombre de Galilée ($Dp^3 \rho_1^2 g / \mu^2$)
 Mv : nombre de masse volumique $(\rho_p - \rho_1) / \rho_1$
 Ces deux équations donnent des écarts de $\pm 10\%$ par rapport à nos essais de fluidisation sur prototype avec lit de billes en verre de différents diamètres.

5. ETUDE DU TRANSFERT DE CHALEUR

L'équation généralement adoptée pour définir le coefficient de transfert-chaaleur en présence d'un lit fluidisé à la forme suivante :

$$Nu = a Re^b Pr^c \varepsilon^d (1 - \varepsilon)^e (Dp/Dt)^f$$

La constante (a) et les exposants (b, c, d, e, f) sont déterminés empiriquement et leur valeur semble être très sensible à la configuration spécifique de chaque échangeur.

De ce fait, les valeurs proposées par certains auteurs ne seront pas toujours utilisables si la configuration de l'échangeur n'est pas similaire à celle pour laquelle ces valeurs ont été déterminées.

Les mesures ont montré (fig.2) que le coefficient de transfert de chaleur côté lit fluidisé augmente fortement (plus du double) par rapport à un fonctionnement à même vitesse sans lit fluidisé, permettant ainsi de compenser en partie le fait de devoir travailler à de faibles débits.

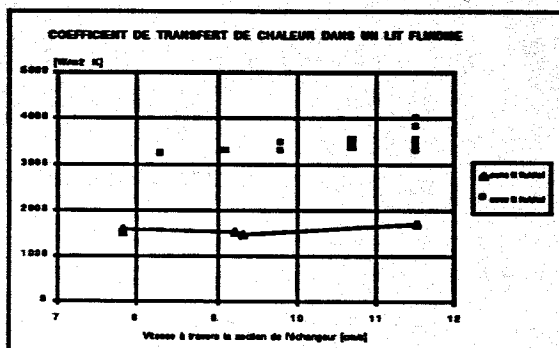


Fig. 2 Coefficient de transfert-chaaleur en fonction de la vitesse de l'écoulement.

Sur la base d'une erreur moyenne de l'ordre de $\pm 10\%$, nos essais conduisent à l'équation suivante :

$$Nu = 0,95 Re^{0.535} Pr^{1/3} \varepsilon^{0.535} (1 - \varepsilon)^{0.465} (Dp/Dt)^{0.2}$$

A titre indicatif, Allen et Grimmer [4] proposent la même formulation, mais avec une valeur pour " a " de 1,82 au lieu de 0,95. Notons que l'entre-axe de leurs tubes est de 1,5 alors que le notre est de 2.

Cette formulation pourrait être améliorée en tenant compte de l'écartement des tubes dans l'échangeur.

6. DEPOTS

Les premiers essais sur prototype visaient, entre autre, à contrôler la croissance de dépôts sur les grains eux-mêmes ce qui aurait éventuellement permis d'ex-

traire une partie du calcaire par renouvellement du lit. Les essais effectués avec différents matériaux n'ont cependant pas permis de mettre en évidence l'existence de dépôts significatifs. La tendance générale est plutôt à l'usure qui peut être très rapide lorsque les grains sont eux-mêmes composés de calcaire.

Après une année de fonctionnement in situ, l'échangeur à lit fluidisé a montré que le taux de déposition du calcaire sur les tubes avait fortement diminué par rapport aux essais effectués auparavant avec des échangeurs conventionnels.

Des problèmes d'entartrage subsistent cependant en aval de l'échangeur sans toutefois conduire à une obstruction trop importante des drains.

7. CONCLUSIONS

L'échangeur à lit fluidisé proposé sur le site SPEOS a permis de considérablement réduire les problèmes d'entartrage. La première année de mise en service a déjà permis d'atteindre un record de charge sans adjonction substantielle d'agents chimiques. Les analyses complémentaires en cours permettront de mieux cerner les modèles de dimensionnement et les bilans énergétiques.

Bibliographie

- [1] Sangy B., Miserez J.-J., and Matthey B., "Rapport final SPEOS 2^e étape", Rapport N703.293, octobre (1989).
- [2] Richardson J.F. and Zaki W.N., "Sedimentation and fluidisation : Part I", Trans. Instn. of Chemical Engineers, 32, pp. 35-53, (1954).
- [3] Riba J.P., and Couderc J.P., "Expansion de couches fluidisées par des liquides", The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol.55, pp.118-121, (1977).
- [4] Allen C.A., and Grimmer E.S., "Liquid - fluidized - bed heat exchanger design parameters", Department of Energy, Allied Chemical Corporation, pp. 40, April (1978).

QUESTIONS ♦ REPONSES

○ Q Ph. Mayer - Ecublens

Comment éviter que les drains ne se bouchent ?

Réponse

C'est justement un des points sur lequel nous travaillons. Mais on peut dire d'une manière générale, qu'il faut éviter que le calcaire ne précipite : dans un premier temps en évitant le dégazage du CO_2 contenu dans l'eau, puis en trouvant un équilibre température-pression ou un traitement chimique adéquats.

○ Q Ph. Mayer - Ecublens

Ordre de la perte de charge ?

Réponse

Perte de charge dans les drains : négligeable, car la vitesse de l'écoulement à travers le drain est de quelque mm/s. Perte de charge dans la nappe : de l'ordre de 0.5 bar.

FLUIDIZED BED HEAT EXCHANGER AND ENERGY COUPLING PROBLEMS IN AQUIFER SEASONAL HEAT STORAGE¹

S. Germano and D. Favrat

Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne

Département de Mécanique

Laboratoire d'Energétique Industrielle

CH - 1015 LAUSANNE

1. INTRODUCTION

The SPEOS-Dorigny site for seasonal thermal storage is described in the papers from Saugy et al. [1,5]. One of the present objectives is to elevate the charging temperature to close to 80°C in order to improve the recovery potential at a more interesting temperature level for the users. In this temperature range, the challenge is to limit the operational problems linked to scaling. The Laboratory for Industrial Energy Systems of the EPFL joined the multi-disciplinary research team in 1989 to propose new solutions for the technical equipment and to analyze the energy relationship between the waste heat, storage and user. One of the major initial task has been to design and implement a fluidized bed heat exchanger with its associated separator. This solution was aimed at considerably reducing the chemical treatments used to date in order to increase the availability and chances of public acceptance of such storage schemes.

2. FLUIDIZED BED HEAT EXCHANGER TECHNOLOGY

The concept of the fluidized bed heat exchanger is appropriate in heavy fouling and scaling applications and has been used particularly in relation to geothermal energy recovery. The principle consists of maintaining solid particles in suspension in the flow subject to deposits with the following consequences:

- the actions of shocks and scratching of the heating surfaces contribute to destabilizing the adhesion of growing deposits;
- the natural breakdown of the flakes of scaling detaching from the metallic surfaces;
- a continuous perturbation of the boundary layer along the heating surfaces; and
- the homogeneity of the temperature across the heated flow.

The main disadvantage of this technique in operational terms is the relative sensitivity to flow variations.

3. DESCRIPTION OF THE HEAT EXCHANGER

The main heat exchanger is a 4.5m high vertical counter-current shell and tube water to water heat exchanger. The cylindrical shell is made of stainless steel with an inner diameter of 250mm and includes sight glasses to allow for the observation of the behaviour and level of the bed and an estimate of the growth of deposits. The heating water flows inside 74 stainless steel tubes of 12 mm diameter and 1 mm wall thickness with a triangular setting and an inter-axis equivalent to twice the tube diameter. The distributor consists of a perforated plate obliquely positioned at the base of the tubes to stop the particles at rest and distribute the flow symmetrically across the whole cross-section of the shell. The heated water from the ground flows from the bottom upwards dragging the bed particles along to an equilibrium position.

An increase of the shell diameter in the upper part of the exchanger with an associated cross-section increase prevents the carrying away of bed particles while ensuring the embedding of the tubes over their full length within a satisfactory mass flow range. An in-house-made cyclone separator is placed immediately downstream to recover scale plates and sand particles accidentally carried away. This separator is also useful to separate sand and, therefore, indicate a drain breakdown.

After initial tests with a 100 kW transparent shell prototype, the decision was taken to use 2mm diameter sand particles in the bed of the main heat exchanger.

4. FLUIDIZATION PARAMETERS

The sizing of the main heat exchanger with a maximum heat rate of 1 MW was made using the equations of Richardson et Zaki [2] and Riba and Couderc [3], calibrated on the basis of the test results from the smaller prototype.

The former equation corresponds to

$$V_0 = V_t 10^{-Dp/Dt \epsilon m}$$

and is valid for a simple column without a tube bundle. Of the parameters in this equation, ϵ represents the porosity, Dp the bed particle diameter, Dt the tube diameter, V_t the terminal velocity and V_0 the effective velocity. V_t corresponds to the velocity required to maintain a particle in suspension in an infinite medium based on the force balance acting on it (drag, Archimedes lift and particle weight).

The equation of Riba and Coudrec corresponds to

$$\epsilon = 1,58 Re^{0.33} Ga^{-0.21} Mv^{-0.22}$$

where

Re : Reynolds number ($Dp V \rho / \mu$)

Ga : Galileo number ($Dp^3 \rho_1^2 g / \mu^2$)

Mv : Density number ($(\rho_p - \rho_1) / \rho_1$)

These two equations give differences of the order of

smaller prototype with glass spheres of various diameters.

5. HEAT TRANSFER

The equation generally accepted to determine the heat transfer coefficient in fluidized bed heat exchangers is

$$Nu = a Re^b Pr^c \epsilon^d (1-\epsilon)^e (Dp/Dt)^f$$

The constant (a) and the exponents (b,c,d,e,f) are empirically determined. Their values seem to be very sensitive to the specific configuration of each heat exchanger.

Measured values show (fig.1) that the heat transfer coefficient on the fluidized bed side is more than double the same coefficient for the same flow speed but without a bed. This partly compensates for the disadvantage of having to work with rather low velocities.

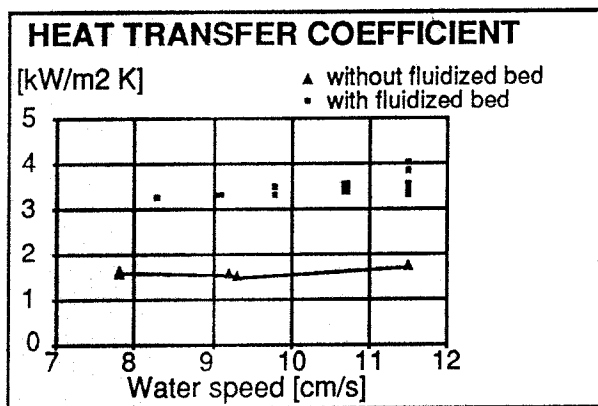


Fig. 1 Heat transfer coefficient as a function of flow speed.

Tolerating an error on the order of $\pm 10\%$ leads to the following equation:

$$Nu = 0,95 Re^{0.535} Pr^{1/3} \epsilon^{0.535} (1-\epsilon)^{0.465} (Dp/Dt)^{0.2}$$

These values can be compared with the work of Allen and Grimmer [4] with the same equation but a value for "a" of 1.82 instead of 0.95. Note that the inter-axis distance of these authors was only 1.5 instead of the corresponding value of 2 for our study.

6. SCALING

The first test on the 100 kW prototype was also aimed at checking whether it was possible to observe the growth of scales on the particles themselves with the idea of extracting some of the calcium carbonate by regular changes of the bed particles. Tests quickly showed that no significant deposition occurred but rather a decrease of diameter due to wear when working with sandstone type of particles.

Now after more than one year of operation, results show that the scaling can be mastered in fluidized bed

heat exchangers with incomparably better operational results than in any previous attempts.

In the absence of any chemical injection, scaling problems still exist downstream of the heat exchanger which can occasionally produce pipe obstructions and limit reliability. Work on ways to prevent this scaling of downstream depositions is still to be researched.

7. ENERGY RELATIONSHIP BETWEEN HEAT SOURCE, STORAGE AND USER

The success of storage systems like SPEOS depend on a good match with the user of the heat stored. Because of the mass flow limitations of the drains and ground as well as the declining temperature during unloading, the user temperature should be low and the heat rate demand as regular as possible. The best user would be low temperature heating of buildings. In the absence of any complementary boiler or storage, recovering more than 30% of the charged heat is extremely difficult even with oversized heat exchangers. The opportunity of heat pump boosting is presently being investigated.

8. CONCLUSIONS

The proposed fluidized-bed heat exchanger on the SPEOS site succeeded in reducing considerably the scaling problems. For the first year of operation, this technique allowed the best charging achievement without any significant chemical injection. On-going tests and energy analysis should confirm the design models and better define the economic viability of this storage concept.

References

- [1] B. Saugy, J.-J. Miserez and B. Matthey
"Rapport final SPEOS 2^e étape"
Rapport N703.293, octobre 1989
- [2] J.F. Richardson and W.N. Zaki
"Sedimentation and fluidisation : Part I"
Trans. Instn. of Chemical Engineers, 32 (1954), pp. 35-53
- [3] J.P. Riba and J.P. Couderc
"Expansion de couches fluidisées par des liquides"
The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol.55, 1977, pp.118-121
- [4] C.A. Allen and E.S. Grimmer
"Liquid - fluidized - bed heat exchanger design parameters"
Department of Energy, Allied Chemical Corporation, pp: 40, April 1978
- [5] Saugy et al.
General advancement of project SPEOS with interim results and modelling ATES Expert

